

РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИИ ПИРОЛИЗА И ПРИМЕНЕНИЕ ГАЗОГЕНЕРАТОРОВ ПРИ УТИЛИЗАЦИИ ОТХОДОВ

Е.М. Пузырев, В.Г. Лурий,
В.А. Голубев, А.В. Лаптов, М.Е. Пузырев

В работе рассмотрены проблемы разработки технологии утилизации твердых бытовых отходов путем пиролиза и газификации с целью получения генераторного газа для производства тепловой и электрической энергии при его сжигании в паровых котлах и газопоршневых двигателях.

Ключевые слова: твердые бытовые отходы, технологии пиролиза и газификации.

Исследованиями [1] показано, что на основе бытовых отходов, горы которых быстро растут и представляют серьезную угрозу нашего времени, можно обеспечить существенную долю промышленной и малой энергетики. Использование отходов, типично имеющих «отрицательную» стоимость, позволяет снять остроту экономических вопросов и снизить стоимость энергии. К тому же огневая утилизация решает проблему снижения выбросов CO_2 и является наиболее дешевым и кардинальным способом решения проблемы защиты окружающей среды. Непрерывный рост стоимости энергетических углей так же стимулирует вовлечение в топливный баланс и переработку в качественные продукты низкосортных местных топлив: бурых углей, горючих сланцев и торфа. В работе рассмотрены проблемы, ограничения и подходы, появляющиеся при практической реализации этих новых направлений в энергетике.

Учитывая дефицит свободных площадей, утилизация осадков сточных вод (ОСВ) и твердых бытовых отходов (ТБО) является актуальной проблемой многих городов. Их прямое сжигание является достаточно сложным и экологически вредным производственным процессом [2].

Предлагается газифицировать отходы с последующим экологически чистым сжиганием очищенного газа в газопоршневых двигателях или паровых котлах электростанций. Предлагаемая технология позволяет не менее чем в 10 раз снизить массу отходов. Содержание горючих в золе минимальное – 2-3%, тяжелые металлы находятся в связанной форме, зола может использоваться.

Целью создания экологически эффективного производства является:

- в первую очередь – утилизация ОСВ и ТБО, представляющих экологическую опасность и занимающих большие площади хра-

нения.

- во вторых получение электрической и тепловой энергии.

Из вариантов рассмотрим комплекс, который производит 1,5 МВт электроэнергии утилизируя до 24000 т/год (3 т/ч) ила (после центрифуг). Комплекс включает: склады хранения ила и ТБО, транспортирующие и смешивающие шнеки, активаторы (измельчители), подпрессовщики (грануляторы), отжимные прессы, сушилку, промежуточный бункер сухого топлива, газогенераторы, систему золоудаления, систему очистки газа, систему подачи воздуха, газопоршневые электрогенераторы, дымовую трубу и другие элементы.

Ил утилизируется совместно с измельченными фракциями ТБО. ТБО берутся после сортировки и представляют собой смесь бумаги и пластика в соотношении 70% и 30% по весу. Удаляются во время сортировки хлор, фторсодержащие пластмассы, аккумуляторы, батарейки, краски и красители, стекло, металл. Фракционный состав после измельчения в шредерах 0-10мм. Температура плавления материала 227°С (пластик). Состав смеси ТБО и ОСВ представлен в таблице 1. ТБО используется в качестве структуризатора. Потребление комплексом выделенных фракций ТБО до 2,3т/ч. Топливо представлено смесью ТБО и ОСВ в пропорции 40% (30-50%) и 60 (70-50%).

Исходные потоки смешиваются, гомогенизируются, отжимаются и высушиваются для приготовления топлива с необходимыми характеристиками. Массовые характеристики входных материальных потоков сведены в таблице 2. Насыпная плотность влажной смеси равна 750-800 кг/м³, отжатой смеси порядка 400-500 кг/м³, а высушенной смеси обычно находится в пределах 300-360кг/м³.

Технологическая схема комплекса представлена на рисунке 1.

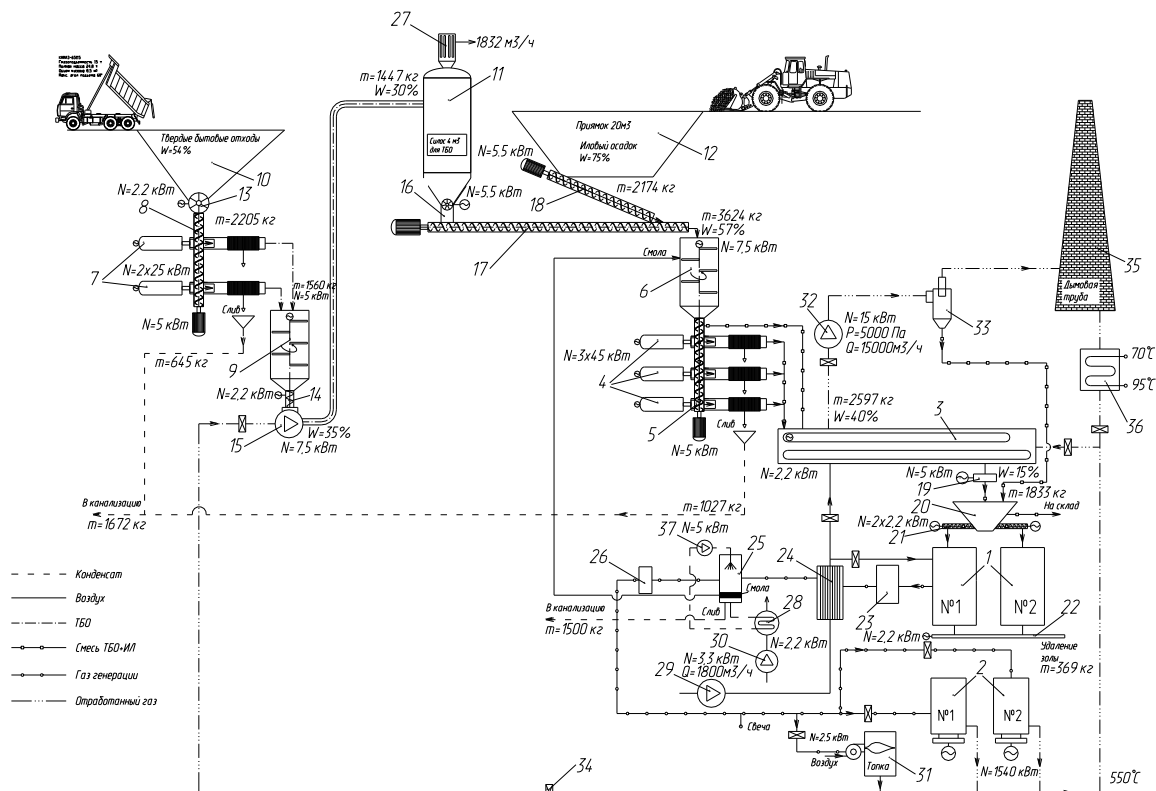


Рисунок 1– Технологическая схема установки:

1- газогенератор; 2- ДВС+ЭГ; 3- сушилка; 4- отжимной пресс с подпрессовщиком второго каскада; 5- раздающий транспортер 2; 6- активатор материала; 7- отжимной пресс с подпрессовщиком первого каскада; 8- раздающий транспортер 1; 9- активатор ТБО; 10- бункер-накопитель ТБО; 11- силос ТБО; 12- приемок иловых осадков; 13- дозатор ТБО; 14- дозатор 1; 15- пылевой вентилятор пневмотранспорта; 16- дозатор 2; 17- шнековый транспортер-смеситель; 18- питатель ила; 19- измельчитель; 20- бункер высушенного материала; 21- питатель топлива; 22- транспортер золоудаления; 23- фильтр грубой очистки(циклон); 24- воздухоподогреватель; 25- ороситель; 26- фильтр тонкой очистки (засыпка, ткань); 27- тканевый фильтр; 28-Калорифер; 29- вентилятор газификатора; 30- вентилятор охлаждения воды; 31- топка; 32- дымосос сушилки; 33- пылеуловитель; 34- шибер; 35- дымовая труба; 36- котел-утилизатор; 37- циркуляционный насос

Таблица 1 - Элементный состав топлива на основе ТБО

Элемент	Содержание ТБО, %	Содержание ИЛ, %	Смесь, %	Сухая часть, %
Масса	40.00	60.00	100.00	100.00
Влага.	30.50	75.00	57.20	15.00
Углерод	31.46	6.50	16.48	32.74
Водород	4.25	1.15	2.39	4.76
Кислород	21.89	4.32	11.35	22.54
Азот	0.33	3.70	2.35	4.67
Хлор	0.00	0.20	0.12	0.24
Сера	0.16	0.13	0.14	0.28
Зола	11.95	9.00	10.18	20.22
Q высш., ккал/кг	3258.0	763.0	1761.0	3497.0
Q _{ir} , ккал/кг	2845.0	250.0	1288.0	3150.0

При работе из бункера 10 ТБО подаются дозатором 13 в прессы первого каскада 7 с расходом 2205 кг/ч и отжимаются до влажности 35%. При этом удаляется 645 кг/ч влаги. Затем спрессованную массу в количестве 1560 кг/ч измельчают в активаторе 9 ТБО и питателем 14 дозируют в пылевой вентилятор пневмотранспортом горячими выхлопными газами в силос 11 емкостью 4 м³. При пневмоподаче ТБО сушатся до влажности 30%. Запыленный газ (либо воздух) очищается в тканевом фильтре 27 и выбрасывается вместе с парами воды в атмосферу в объеме 4200 м³/ч.

Смешивание ТБО с иловыми отходами происходит в шнековом транспортер-смесителе 17 и активаторе материала 6. Расход ТБО 1447 кг/ч из силоса 11 регулируется дозатором 16. Иловые отходы транспортируются из приемка шнековым питателем 18 с

РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИИ ПИРОЛИЗА И ПРИМЕНЕНИЕ ГАЗОГЕНЕРАТОРОВ ПРИ УТИЛИЗАЦИИ ОТХОДОВ

расходом 2174 кг/ч. Более точно пропорции устанавливаются по условиям работы комплекса. Из активатора 6 смешанный материал влажностью 57% подпрессовщиками 5 подается в отжимные прессы 4 второго каскада в количестве 3624 кг/ч. После прессов 4 отжатый материал с влажностью 40 % подается в ленточную сушилку 3 расходом 2597 кг/ч и подсушивается в ней до влажности 15%. Отжатая влага после прессов 4, удаляется в канализацию в количестве 1027 кг/ч. Возможна подача материала в сушилку 3 мимо прессов второго каскада 4.

После сушилки 3 высушенный материал расходом 1833 кг/ч дробится в измельчителе 19 и поступает в бункер 20. Далее питателями 21 в газификаторы на генерацию газа. Расход материала на оба газификатора составляет 1833 кг/ч. Воздух для газификации

подается вентилятором 30, подогревается в воздухоподогревателе 24 до температуры более 200°C. Удаление золы, до 369 кг/ч, осуществляется транспортером 22.

Полученный газ очищается в фильтре грубой очистки (циклон) 23, затем поступает в охладитель, далее в фильтр тонкой очистки 26. Охладителем является воздухоподогреватель 24 и промыватель 25. Пары влаги и смолы конденсируются при контакте с разбрызгиваемой водой, которая циркулирует в нем, отдавая тепло в атмосферу. После промывки в оросителе конденсируется и сливается в канализацию 1500 кг/ч конденсата, а отстоянная смола отводится на смешение с топливом перед вторым каскадом отжима. Общий расход сливаемой в канализацию воды составляет 3172 кг/ч.

Таблица 2 - Характеристики потока материала при ступенчатом отжиге и переработке (сушке)

Материал	Расход кг/ч(%)	Низшая теплота сгорания, ккал/кг	W%	ω%	Gсух. кг/ч	Gжид. кг/ч	Зола кг/ч(%)	Горючие кг/ч
Ил	2174(60)	250	75-80	300	543	1631	196(9)	403
Структуризатор ТБО	2205(60)	1664	54	117	1014	1191	173(7.86)	841
Структуриз. ТБО отжат	1560	2604	35	54	1014	546	173(11)	841
Структуризатор(ТБО) высушен	1449.6(40)	2845	30	43	1014	434	173(12)	841
Смесь	3624(100)	1288	57	133	1558	2066	369(10.18)	1189
Отжатая смесь	2597	1948	40%	67	1558	1039	369(16.6)	1189
Высушенная смесь	1833	3150	15	18	1558	275	369(20.22)	1189

Расход влажного газа после газификаторов 5215 кг/ч, после промывки в оросителе 3697 кг/ч. Очищенный газ имеет калорийность 1010-1150 ккал/м³ и поступает в двигателя газопоршневого электрогенератора – (ГПЭ) мощностью 1500 кВт. Установленная мощность основного технологического оборудования комплекса 300кВт. Избыток газа сжигается в топке 31.

Выхлопной газ (1644кг/ч, 550°C) используется для пневмоподачи ТБО в силос 11 пылевым вентилятором 15 и для сушки материала в ленточной сушилке 3. Выхлопные газы в сушилку 3 подаются дымососом 32. Запыленные газы после очищаются в скруббере 33 и сбрасываются в дымовую трубу 35. Унос твердых частиц возвращается в бункер 20. В схеме предусмотрено использование 0,5 Гкал/ч тепла выхлопных газов в котле-утилизаторе 36. Через дымовую трубу 35 сбрасывается отработанный сушильный агент и выхлопные газы. Потери тепла при этом 0,25Гкал/ч. Диаметр трубы 0,7 м, темпе-

ратура выхлопных газов 200°C скорость в устье трубы 15м/с. Высота дымовой трубы по условию не превышения ПДК в приземном слое благодаря чистому выхлопу составляет не более 10 м.

Подобные комплексы компактны и могут размещаться на территории очистных сооружений. Для крупных комплексов при их мощности более 0,8-1,5МВт более эффективны мини-ТЭЦ. Помимо рассмотренного нами выполнен эскизный проект мини-ТЭЦ электрической мощностью 3МВт, которая перерабатывает до 1000т/сутки навоза и другие отходы производства. В сравнении с известной технологией переработки отходов в метантенках, наша технология является более безотходной и менее затратной. Другим направлением, разрабатываемым группой компаний «ПроЭнергоМаш» и ООО «НИККОМ», является переработка местных топлив (бурых углей, горючих сланцев и торфа) в качественные энергоносители. Запатентованы, теоретически и экспериментально обоснованы

технологические схемы термоконтактной сушки и переработки топлив с использованием промежуточного теплоносителя. В этих схемах горячий твердый теплоноситель из подогревателя и сырое топливо дозируются в смеситель. Здесь топливо при прямом контакте и механическом перемешивании с твердым теплоносителем может высушиваться, бертинируется или пиролизуется.

Для бурых углей и торфа при этом важна сушка. Выделенные пары воды отводятся в конденсатор для подогрева воды, а неконденсирующиеся газы и вынесенная из смесительной сушилки пыль непрерывно отсасываются и сбрасываются в котел. Отметим достоинства этих новых схем:

- нет газового сушильного агента, схемы пожаро- взрывобезопасны;
- по парам влаги схемы разомкнуты, пары не балластируются сушильным агентом и полезно конденсируются при высокой температуре, подогревая воду;
- пары минуют топку котла, что позволяет с высокой эффективностью сухой массы сжигать универсально различные влажные топлива и отходы;
- пары не перегружают дымоходы и дымоходы;
- не конденсирующиеся газы и пыль сжигаются в топке.

Принципы, предлагаемые при создании комплекса по глубокой переработке и пиролизу местных топлив, заключаются в поддержании более высокой температуры процесса. Для термоконтактного пиролиза используется нагретая зола, получаемая от дожигания кокса. При этом важное значение имеет максимальное использование производимого тепла для сопутствующего получения энергоносителей (горячей воды, пара, электричества). Наиболее эффективен пиролиз сланцев, содержащих до 85% летучих в горючей массе и в значительной мере представленных маслом – практически готовым к использованию жидким топливом.

На рисунке 2 в качестве прототипа изображена технологическая схема переработки по изобретению [3]. При работе установки в камеру пиролиза 3 кипящего слоя из бункера 1 питателем 2 подается измельченный сланец, а из топки 4 за счет работы шнека 16 поступает горячий инертный материал. Здесь они перемешиваются потоком циркулирующих газов, которые подаются вентилятором 7. Смола испаряется за счет физического тепла горячего инертного материала. Использование в качестве псевдоожижающе-

го агента паров воды и газов снижает взрывоопасность системы. Пары смол конденсируются в охладителе 8 и по трубопроводу 23 выводятся для использования. Топливо после пиролиза совместно с инертным материалом подается шнеками 16 в топку 4. Циркуляция инертного материала слоя осуществляется за счет направленного дутья на газораспределительных решетках 17 и 18 по контуру топка - камера пиролиза - топка и регулируется шнеками 16.

Для обоснования технологических схем процессы изучались экспериментально. В первых сериях опытов исследовалисьточные схемы сушки, т.е. схемы с одновременной транспортировкой материала. Они эквивалентны периодическому процессу сушки в кипящем слое, т.е. при смешивании порций угля и нагретой насадки. По уравнению теплового баланса, в зависимости от массы и начальной температуры $\vartheta_{кс}(0)$ насадки, находилась требуемая масса исходной пробы топлива, обеспечивающая выход процесса на конечную температуру смеси ϑ_k или конечную расчетную влажность подсушенного угля W_k^m .

Сушка проводилась при перемешивании частиц выделяющимися парами и в заключительной стадии путем встряхивания колбы до прекращения выхода пара. Самописцем регистрировалась температура процесса, а также время сушки τ_w по прекращению выхода пара в сосуд с водой через пароотводную трубку.

На рисунке 3 показана типичная термограмма процесса сушки с выделением конечной температуры смеси ϑ_k . Экспериментальные и рассчитанные температуры ϑ_k в опытах отличались мало. При определении конечной влажности подсушенного угля W_k во всех опытах, исключая опыты на мелких частицах со средним размером 0,63 мм, отмечалось присутствие конечной влажности и в случае избытка тепла. Время сушки τ_w несколько увеличивается при подаче более крупных частиц угля и при недостатке тепла для полной сушки угля, $W_{кт} > 0$, что можно объяснить снижением температурного напора между влажной зоной угля и греющими частицами, а также плохим перемешиванием массы в заключительной стадии процесса. По опытам можно принять, что основная масса пара выделяется за 90-120 секунд процесса.

Бурый уголь подвергается интенсивному термическому дроблению. В процессе сушки около 70% крупного угля (исходный размер 10-15 мм, средний - 12,5 мм) рассыпается на кусочки размером 0,4-4 мм, рисунок 4.

РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИИ ПИРОЛИЗА И ПРИМЕНЕНИЕ ГАЗОГЕНЕРАТОРОВ ПРИ УТИЛИЗАЦИИ ОТХОДОВ

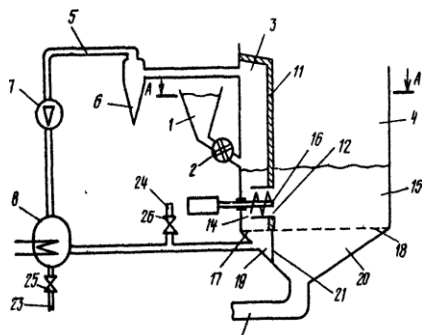


Рисунок 2 - Схема термоконтактной переработки топлив (с разрезом по А-А)

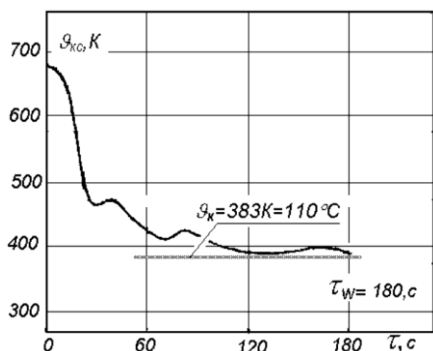


Рисунок 3 - Термограмма процесса сушки ТБО

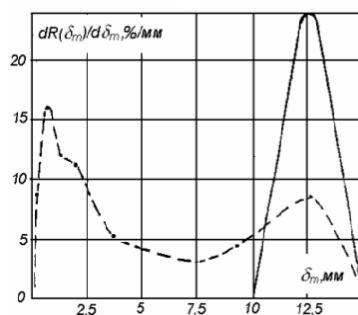


Рисунок 4 - Дифференциальная функция распределения частиц бурого угля: сплошная линия - исходный уголь 10-15 мм, пунктир - уголь после термоконтактной сушки

Оставшиеся куски, если это не порода, легко раздавливаются, их прочность ниже прочности исходного угля. Термическое дробление селективно: дробится только уголь и в основном кусочки крупнее 4-8 мм, мелкий уголь и порода не дробятся.

Предлагаемый интенсивный процесс термоконтактной сушки, $\vartheta_K > 373 K$, принципиально отличается от типично применяемой сушки газами. Сушка не определяется не градиентом парциального давления паров. Температура частиц превышает температуру насыщения t_s , пары влаги фильтруются через трещины и поры в угле под давлением, их расход определяется проникающим в частицу потоком тепла.

Во второй серии опытов изучались первичные процессы превращения топлива в кипящем слое со скоростью псевдоожижения 1,5–2,5 м/с частицами золы 0,6-1,6 мм.

Температура слоя $\vartheta_{кс}$ устанавливалась в диапазоне 820-1250 K. Использовались отсеянные на стандартном наборе сит навески узких фракций каменных и бурых углей с различной влажностью W_r и выходом летучих V_{daf} . Размер узких фракций частиц угля:

$\delta_T = 0,4-0,63; 0,63-1,0; 1,0-1,6; 1,6-2,5; 2,5-5,0; 5,0-7,0; 7,0-10$ и $10-15$ мм.

Возможность визуального определения характерных времен была заложена в основу методики опытов. С началом бурного выхода летучих вокруг частицы топлива вспыхивает пламя, данный момент отождествлялся с завершением периода прогрева и сушки τ_W , т.е. процесса бертинирования. Период бурного выхода летучих (промежуток времени между появлением и погасанием факела вокруг частицы) является временем выхода летучих τ_L .

Результаты представлены на рисунке 5. Прогрев частиц происходит преимущественно в режиме термически тонкого тела и теоретическая формула для расчёта времени сушки имеет вид:

$$\tau_W/\delta_T = 1,87 W_r [1000/(\vartheta_{кс} - 373)]^2 + 0,7 c_T / 100 (\vartheta_{кс} - t_x) \ln[(\vartheta_{кс}/(\vartheta_{кс} - t_x))],$$

где c_T - теплоемкость органической части топлива, кДж/кг K; $t_x = 540 K$ для бурых и $590 K$ для каменных углей – характерная температура бертинирования.

Время горения летучих τ_L рассчитываем по соотношениям:

$$\tau_L/\delta_T = (1,75 + 0,01 W_r) [1000/(\vartheta_{кс} - 273)]^{0,5};$$

- для каменных углей

$$\tau_n/\delta_r = (1,70 + 0,0156W_r[1000/(\theta_{kc} - 273)]^2).$$

Здесь время τ в секундах, размеры частиц δ_r в мм, рабочая влажность W_r в %.

Проведенные опыты были положены в основу теоретических моделей, номограмм (рисунок 6) и методик расчета изотермических и проточных схем термоконтактных установок кипящего слоя.

Для зерновой характеристикой угля, подчиняющейся закону Розина-Раммлера $R(x) = \exp[-m x^n]$ с показателем полифракционности n получены решения для средней влажности топлива:

$$W_{cp} = \int_0^\infty \frac{W}{100} R(x) dy dy =$$

$$W^r \left[R(x_c) x_c^n \Gamma\left(\frac{n-1}{n}, m x_c^n\right) \right]$$

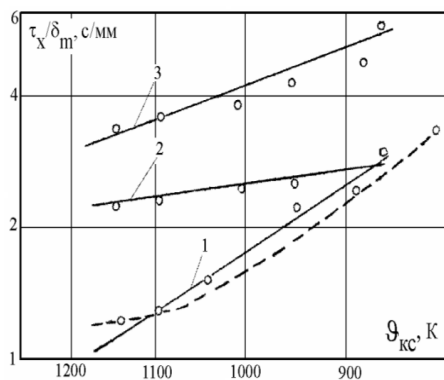


Рисунок 5 - Влияние температуры на характерное время процессов:

1 – сушка, 2 – выход летучих, 3 – воспламенение кокса; точки – эксперимент, пунктир – теория, сплошные – степенные законы

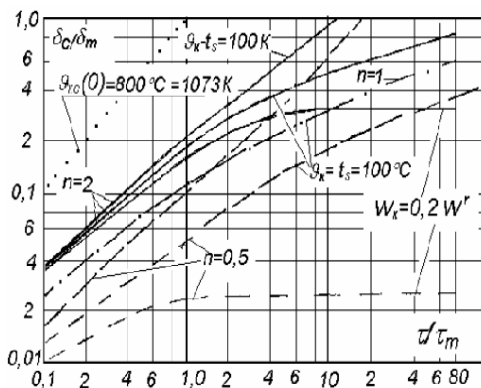


Рисунок 6 - Динамика процесса сушки: зависимость размера высохших частиц – $x = \delta_c / \delta_{t0}$ от времени τ для полифракций угля; δ_{t0} максимальный размер частиц угля

и для скорости сушки в слое (при $n=1/k$):

$$dW_{cp}/d\phi = \left(\phi_m \frac{dW_{cp}}{d\phi} \right) dx =$$

$$-W^r m n / \phi_m \int_x^\infty \exp[-m y^n] y^{n-2} dy =$$

$$m W^r / \phi_m \left(\phi / \phi_m \right)^{1-k} E_k \left[n \left(\phi / \phi_m \right)^{1-k} \right]$$

где $\Gamma(\alpha, z)$ - неполная гамма функция, $E_k[z]$ - интегральная показательная функция k -го порядка. Для проточной схемы динамика сушки определяется траекторией процесса в координатах $x - \tau$, т.е. зависимостью размера просохших частиц $x = \delta_c / \delta_{t0}$ от времени и описывается интегральным уравнением

$$\frac{6\sigma_{kc} \left(\phi_{kc} \frac{d\phi_{kc}}{dx} \right) t_s}{0,01^{1/n} c_0 \phi_m W_r} = \frac{\phi}{\phi_m} =$$

$$= \int_{u_{kc}}^x \frac{\left(\phi_{kc} \frac{d\phi_{kc}}{dx} \right) t_s dx}{\exp[-W_{cp} - W_z] i^{1/n} / c_n} =$$

$$= \int_{u_{kc}}^x \frac{\theta_{kc} \left(\phi_{kc} \frac{d\phi_{kc}}{dx} \right) t_s dx}{u_{kc} - i^{1/n} / c_n}.$$

ВЫВОДЫ

Предложен комплексный подход к вовлечению местных топлив и горючих отходов в топливный баланс предприятий, в том числе с получением из них унифицированной топливной массы и качественных топлив.

Термоконтактная переработка и сушка топлив разработана как технология, адаптированная к топливам ухудшенного качества и горючим отходам и пригодная для модернизации котельно-топочного оборудования.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Накоряков В.Е., Алексеенко С.В., Басин А.С., Попов А.В., Багрянцев Г.И. Комплексные районные тепловые станции. Концепция. - Новосибирск: Институт теплофизики СО РАН, 1996. 15 с.
2. Пузырев Е.М., Баскаков А.П. и др. Основные характеристики поведения ТБО на свалках и нормативы ФРГ на сжигание ТБО и мусора // Очистка и обезвреживание дымовых газов из установок, сжигающих отходы и мусор / Сборник. - Новосибирск: ИТФ, 1999. - С.214–227.
3. Пузырев Е.М., Лихачева Г.Н. А.с. СССР. № 1291792. 23.02.87. - Бюл. № 7.

Пузырев Е.М., д.т.н., доц.,
Голубев В.А., Лаптов А.В., Пузырев М.Е.,
ООО СКБ «ПроЭнергоМаш», Барнаул,
тел. (8385)398707,
Лурий В.Г., д.т.н., проф.,
ООО «НИККОМ», Москва